

This Page Is Inserted by IFW Operations
and is not a part of the Official Record

BEST AVAILABLE IMAGES

Defective images within this document are accurate representations of the original documents submitted by the applicant.

Defects in the images may include (but are not limited to):

- BLACK BORDERS
- TEXT CUT OFF AT TOP, BOTTOM OR SIDES
- FADED TEXT
- ILLEGIBLE TEXT
- SKEWED/SLANTED IMAGES
- COLORED PHOTOS
- BLACK OR VERY BLACK AND WHITE DARK PHOTOS
- GRAY SCALE DOCUMENTS

IMAGES ARE BEST AVAILABLE COPY.

**As rescanning documents *will not* correct images,
please do not report the images to the
Image Problem Mailbox.**

①9 BUNDESREPUBLIK
DEUTSCHLAND



DEUTSCHES
PATENTAMT

⑫ **Offenlegungsschrift**
⑪ **DE 32 09 223 A 1**

⑤① Int. Cl. 3:
C 07 C 1/24
C 07 C 11/04
C 07 C 11/06

⑳ Aktenzeichen: P 32 09 223.7
㉔ Anmeldetag: 13. 3. 82
㉕ Offenlegungstag: 15. 9. 83

㉚ Anmelder:
BASF AG, 6700 Ludwigshafen, DE

㉚ Erfinder:
Lehnert, Rudi, Dipl.-Chem. Dr.; Marosi, Laszlo,
Dipl.-Chem. Dr., 6700 Ludwigshafen, DE; Leutner,
Bernd, Dipl.-Chem. Dr., 6710 Frankenthal, DE;
Schlimper, Hans-Ulrich, Dipl.-Chem. Dr., 6720
Speyer, DE; Schwarzmann, Matthias, Dipl.-Chem.
Dr., 6703 Limburgerhof, DE; Stabenow, Joachim,
Dipl.-Phys. Dr., 6940 Weinheim, DE

⑤④ Verfahren zur Herstellung von Olefinen aus Methanol und/oder Dimethylether

Die Erfindung betrifft ein Verfahren zur Herstellung von Olefinen durch Umsetzung von Methanol und/oder Dimethylether an Zeolithkatalysatoren bei Temperaturen zwischen 300 und 600° C, bei dem die Umwandlung von Methanol und/oder Dimethylether in Olefine in mehreren hintereinandergeschalteten Reaktoren durchgeführt wird. Die Reaktoren sind entweder mit verschiedenen Katalysatoren beschickt oder die darin befindlichen Katalysatoren liegen in verschiedenen "Aktivitätszuständen" vor. Anstelle von zwei Reaktoren kann man die Umsetzung auch in einem Etagenreaktor mit einer in den einzelnen Katalysatorschichten getrennt regelbaren Temperatur ausführen. (32 09 223)

DE 32 09 223 A 1

DE 32 09 223 A 1

BASF Aktiengesellschaft

O.Z. 0050/35785

Patentansprüche

- (1) Verfahren zur Herstellung von Olefinen durch Umsetzung von Methanol und/der Dimethylether an Zeolithkatalysatoren bei Temperaturen zwischen 300 und 600°C, Drücken von 0,1 bis 10 bar, einer stündlichen Katalysatorbelastung von 0,1 bis 100 g Methanol und/oder Dimethylether/g Katalysator, gegebenenfalls in Gegenwart von Verdünnungsmitteln, dadurch gekennzeichnet, daß die Umwandlung von Methanol und/oder Dimethylether in Olefine in mehreren hintereinandergeschalteten Reaktoren durchgeführt wird und dabei der zu mindestens 20 % aus Olefinen bestehende Produktstrom aus dem ersten Reaktor ohne Abtrennung eines Teiles des Reaktorproduktes in einen zweiten Reaktor führt und dort weiter zu einem Produkt mit einem erhöhten Olefinanteil umgesetzt wird, wobei die Reaktoren entweder mit verschiedenen Katalysatoren beschickt sind und/oder die darin befindlichen Katalysatoren in verschiedenen "Aktivitätszuständen" vorliegen und durch die Reaktionsführung mindestens zum Teil verschiedene voneinander entkoppelte Reaktionsschritte der Gesamtumsetzung katalysieren.
2. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, daß man anstelle von 2 Reaktoren die Umsetzung in einem Etagenreaktor mit einer in den einzelnen Katalysatorschichten getrennt regelbaren Temperatur ausführt, wobei mindestens eine der Katalysatorschichten mit einem von den anderen Schichten verschiedenen Katalysator beschickt ist oder in einem anderen "Aktivitätszustand" vorliegt.

675/81 Gr/Ke 11.03.1982

3. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet,
daß mehrere hintereinandergeschaltete Wirbelbettre-
aktoren oder ein mehrstufiger Wirbelschichtreaktor ver-
wendet werden, wobei diese Reaktoren entweder mit
5 verschiedenen Katalysatoren beschickt sind oder die
darin befindlichen Katalysatoren sich in unterschied-
lichen "Aktivitätszuständen" befinden.
4. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet,
10 daß mehrere hintereinandergeschaltete Wanderbett-
reaktoren oder ein mehrstufiger Wanderbettreaktor
verwendet werden, wobei diese Reaktoren entweder mit
verschiedenen Katalysatoren beschickt sind oder die
darin befindlichen Katalysatoren sich in unterschied-
15 lichen "Aktivitätszuständen" befinden.

20

25

30

35

Verfahren zur Herstellung von Olefinen aus Methanol
und/oder Dimethylether

Es ist bekannt, Olefine aus Methanol und/oder Dimethylether
5 in Gegenwart von Zeolithkatalysator herzustellen.

In neuerer Zeit gewinnen Bemühungen, Methanol zur Her-
stellung von Olefinen zu verwenden, zunehmendes Interesse.
Methanol kann man aus Kohle, durch Vergasung und Konver-
10 tierung mit Hilfe bekannter Verfahren ölunabhängig her-
stellen. Gelingt es, Methanol in technisch befriedigender
Weise in niedere Olefine umzuwandeln, so können die heute
angewendeten Weiterverarbeitungsverfahren der chemischen
Industrie auch für die Verwendung von Kohle als Rohstoff
15 beibehalten werden.

In den vergangenen Jahren sind daher mehrere Verfahren ent-
wickelt worden, die die Umwandlung von Methanol und/oder
Dimethylether in Olefine zum Gegenstand haben. Solche
20 Verfahren sind beispielsweise beschrieben in der
US-PS 4 049 573 und der DE-OS 28 28 835.

Ein gemeinsames Merkmal dieser bekannten Verfahren besteht
darin, daß sie zur Umwandlung von Methanol in Olefine
25 Zeolithkatalysatoren verwenden. Neben Unterschieden in
der Art des verwendeten Zeolithkatalysators gibt es auch
Unterschiede in der Reaktionsführung. So kann man die Um-
setzung von Methanol und/oder Dimethylether mit oder ohne
Anwendung eines Verdünnungsmittels, bei vollständigem oder
30 nicht vollständigem Umsatz ausführen. Die Umsetzung kann
adiabatisch, isotherm aber auch in einem Wirbelbettreaktor
durchgeführt werden. Die übliche Anordnung bei Festbett-
reaktoren besteht aus mehreren Reaktoren, die zueinander
parallel geschaltet sind, wobei mindestens ein Reaktor
35 regeneriert wird. Nicht umgesetzte Ausgangsprodukte,

Methanol oder Dimethylether, können in den Prozeß zurückgeführt werden. In der US-PS 4 052 479 ist z.B. ein Verfahren zur Herstellung von Olefinen aus Methanol beschrieben, wobei Olefine zurückgeführt werden. In der US-PS 4 058 576 ist ein Zweistufenverfahren zur Umsetzung eines niederen Alkohols in Olefine oder Benzin beschrieben, wobei zwei hintereinandergeschaltete Reaktoren zum Einsatz kommen. Zur besseren Kontrolle der Reaktionswärme wird dabei im ersten Reaktor Methanol in Dimethylether umgewandelt und ein Teil der Reaktionswärme abgeführt.

Die bisherigen Erfahrungen zeigen, daß unter technisch realisierbaren Bedingungen die Prozeßführung, insbesondere aber die Herstellung von größeren Mengen von Ethylen, außerordentlich schwierig ist. Mit dotierten Katalysatoren kann man nur bei geringen Umsätzen an Methanol und/oder Dimethylether hohe Ethylenausbeuten erzielen. Methanol und Dimethylether müssen daher nach Abtrennung von den Kohlenwasserstoffen in den Prozeß zurückgeführt werden. An aktiven und hydrophilen Katalysatoren kann man zwar auch bei 100 %igem Umsatz hohe Ausbeuten an Ethylen erhalten, wenn man z.B. 25 %ige Methanollösung umsetzt. Die Wärmerückgewinnung und die relativ niedrige Standzeit der Katalysatoren, häufiges Regenerieren, verursachen aber zusätzliche Probleme. In den meisten der bisher bekannten Prozessen beobachtet man auch eine irreversible Alterung des Katalysators, dadurch entstehen hohe Katalysatorkosten.

Es wurde nun gefunden, daß man auch bei hohen Methanolkonzentrationen und vollständigem Umsatz Olefine in verbesserten Ausbeuten durch Umsetzung von Methanol und/oder Dimethylether an Zeolithkatalysatoren bei Temperaturen zwischen 300 und 600°C, Drücken von 0,1 bis 10 bar, einer stündlichen Katalysatorbelastung von 0,1 bis 100 g Methanol und/oder Dimethylether/g Katalysator, gegebenenfalls in

BASF Aktiengesellschaft

- 8 -

O.Z. 0050/35785

- 5 -

in Gegenwart von Verdünnungsmitteln erhält, wenn man die Umwandlung von Methanol und/oder Dimethylether in Olefine in mehreren hintereinandergeschalteten Reaktoren durchführt und dabei der zu mindestens 20 % aus Olefinen bestehende Produktstrom aus dem ersten Reaktor ohne Abtrennung eines Teiles des Reaktionsproduktes in einen zweiten Reaktor geführt und dort weiter zu einem Produkt mit einem höheren Olefinanteil umgesetzt wird, wobei die Reaktoren entweder mit verschiedenen Katalysatoren beschickt sind und/oder die darin befindlichen Katalysatoren in verschiedenen "Aktivitätszuständen" vorliegen und durch die Reaktionsführung mindestens zum Teil verschiedene voneinander entkoppelte Reaktionsschritte der Gesamtumsetzung katalysieren.

15

Die Umsetzung von Methanol in Dimethylether in einem vorgeschalteten Reaktor wird im Sinne der Erfindung nicht als eine getrennte Stufe angesehen, da der Produktstrom aus dem ersten Reaktor gemäß der vorliegenden Erfindung mindestens 20 % Olefine enthalten soll.

20

Eine besondere Ausführungsform besteht darin, daß man einen Etagenreaktor mit einer in den einzelnen Katalysatorschichten getrennt regelbaren Temperatur verwendet, wobei mindestens eine der Katalysatorschichten mit einem von den anderen Schichten verschiedenen Katalysator beschichtet ist oder in einem anderen "Aktivitätszustand" vorliegt. Man kann aber auch mehrere hintereinandergeschaltete Wirbelschichtreaktoren oder einen mehrstufigen Wirbelschichtreaktor verwenden, wobei diese Reaktoren entweder mit verschiedenen Katalysatoren beschickt sind oder die darin befindlichen Katalysatoren sich in unterschiedlichen "Aktivitätszuständen" befinden. Ebenso kann man mehrere hintereinandergeschaltete Wanderbettreaktoren oder einen mehrstufigen Wanderbettreaktor verwenden, die

35

1 mit verschiedenen Katalysatoren beschickt sind oder die
2 darin befindlichen Katalysatoren sich in verschiedenen
3 "Aktivitätszuständen" befinden.

4
5 Es war überraschend, daß durch die erfindungsgemäße Re-
6 aktionsführung bei 100 % Umsatz auch bei Verwendung von
7 50 bis 100 %igen Methanollösungen im Vergleich zu einem ein-
8 stufigen Verfahren erhöhte Olefine -, insbesondere erhöhte
9 Ethylenausbeuten, erhalten werden.

10

11 Ein besonderer Vorteil des erfindungsgemäßen Verfahrens be-
12 steht darin, daß durch Hintereinanderschalten von mehreren
13 Katalysatoren in den einzelnen Reaktionszonen die ver-
14 schiedenen Reaktionen der Gesamtumsetzung, z.B. Bildung
15 von Ethylen, Homologisierung von Olefinen oder Krackung
16 von Olefinen und Paraffinen entkoppelt werden können und
17 mit Hilfe von verschiedenen Katalysatoren oder durch ver-
18 verschiedene "Aktivitätszustände" desselben Katalysators vor-
19 teilhafter in die gewünschte Richtung zu lenken sind als
20 es durch die Verwendung eines einzelnen, auch multi-
21 funktionellen, Katalysators in nur einem Reaktor möglich
22 ist. Die Steuerung der Katalyse wird erheblich erleichtert.

23

24 Unter "Aktivitätszuständen" des Katalysators im Sinne der
25 Erfindung versteht man z.B. die Aktivität in Abhängigkeit
26 von der Temperatur, dem Kohlegehalt oder der Verdünnung
27 mit amorphen Bindemitteln. Es können auch dotierte oder
28 ionenausgetauschte Formen desselben Zeolithtyps zum Ein-
29 satz kommen, oder auch verschiedene Zeolithtypen. Besonders
30 geeignet sind Alumino- und Borosilikatzeolithe vom Penta-
31 sil-Typ oder vom Typ ZSM-34.

32

33 Geeignete Reaktortypen zur Durchführung des erfindungsge-
34 mäßen Verfahrens sind z.B. der "Etagenreaktor" mit getrennt
35 regelbarer Temperatur in den einzelnen Katalysatorzonen

BASF Aktiengesellschaft

- 8 -

O.Z. 0050/35785

- 7 -

oder mehrere hintereinandergeschaltete Wirbelschicht-,
Wanderbett- oder adiabatische oder isotherme Reaktoren. Die
Reaktoren können, wie z.B. im Etagenreaktor, als Reaktoren
mit getrennten Heizungssystemen oder getrennten Katalysator-
5 zonen ausgestaltet sein. Erfindungswesentlich ist das Vor-
liegen von verschiedenen Katalysatorzonen mit unterschied-
licher Aktivität. Diese unterschiedliche Aktivität kann
durch den Einsatz von verschiedenen Katalysatoren und/oder
durch verschiedene "Aktivitätszustände" desselben Kataly-
10 sators erreicht werden.

Bei dem erfindungsgemäßen Verfahren wird bei zwei- oder
mehrstufiger Arbeitsweise mit verschiedenen Temperaturein-
stellungen gearbeitet, vorzugsweise wird bei z.B. einer
15 zweistufigen Anordnung der genannten Reaktortypen bzw.
der Ausführung in zwei Reaktoren in erster Stufe bzw.
Reaktor bei Temperaturen von 200 bis 400°C, insbesondere
280 bis 350°C, in zweiter Stufe bzw. im zweiten Reaktor
bei Temperaturen von 450 bis 600°C, insbesondere von 530
20 bis 580°C gearbeitet.

Es sind auch Kombinationen aus diesen Reaktorsystemen
anwendbar, die eine Korrektur des Temperaturprofils der
exothermen Methanolumwandlung im Vergleich zu der adiabati-
25 schen oder isothermen Fahrweise ermöglichen. Von be-
kannten Reaktorarrangements, in denen sich entlang der Kata-
lytatorschicht beim Durchgang der Stoffe auch von sich
aus unterschiedliche "Aktivitätszustände" des Katalysators
ausbilden können, unterscheidet sich die erfindungsgemäße
30 Anordnung durch die getrennte regelbare Anordnung von
Schichten mit Steuermöglichkeit in denen sich die "Aktivi-
tätsszustände" des Katalysators ausbilden bzw. durch eine
Anordnung von verschiedenen Katalysatoren in diesen ge-
trennten Schichten.

35

25 Eine vorteilhafte Ausführungsform besteht z.B. darin, im
1. Reaktor bei unvollständigem Umsatz hohe Ethylenaus-
beuten zu erzielen und den aus dem ersten Reaktor aus-
tretenden Produktstrom in einem weiteren Reaktor oder
Reaktionszone, der einen Katalysator mit einer unter-
30 schiedlichen Aktivität enthält, vollständig umzusetzen.
Man kann mit Hilfe von Bor, Magnesium, Phosphor und
Siliciumoxid dotierten Zeolithen vom Pentasiltyp hohe
Ethylenausbeuten erzielen, wenn die Umsetzung bei tiefen
Temperaturen und Umsätzen von kleiner als 100 % durchge-
35 führt wird. Auch an Zeolithen vom Typ ZSM-34 und/oder

Wasserstoffzeolithen vom Pentasiltyp kann man hohe Ethylen-
ausbeuten erzielen, wobei am Anfang der Reaktion nur kleine
Umsätze an Methanol und/oder Dimethylether zu erzielen
sind oder der Umsatz bereits nach kurzer Zeit so stark
5 zurückgeht, daß bei vollständiger Umsetzung nur kurze
Laufzeiten des Katalysators zu erzielen sind. Die Durch-
führung des erfindungsgemäßen Verfahrens wird an Hand der
nachstehenden Beispiele erläutert, die die verschiedenen
Varianten der Reaktionsführung veranschaulichen. In Bei-
10 spiel 1 wird gezeigt, daß mit Hilfe des erfindungsgemäßen
Verfahrens durch Einleiten des Produktstromes aus dem
1. Reaktor in eine weitere Katalysatorzone unter Mehrung
des relativen Olfinateil ein vollständiger Umsatz an
Methanol und Dimethylether bei verlängerter Laufzeit zwi-
15 schen zwei Regenerierungen möglich ist.

Beispiel 1

Der erste Reaktor ist ein Etagenreaktor mit drei Katalysa-
20 torzonen. Die Zonen enthalten je 7 g eines Zeoliths vom
Pentasiltyp mit einem $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$ -Molverhältnis von 40 in Form
von 3-mm-Pillen. Die Gaseingangstemperatur in die einzelnen
Reaktionszonen beträgt einheitlich 330°C . Die Beschickung
ist eine 50 %ige wäßrige Methanollösung, die Belastung
25 $8,1 \text{ g CH}_3\text{OH/g Zeolith/h}$. Die Umsetzung wird bei 1,14 bar
durchgeführt.

Die Zusammensetzung der erhaltenen Reaktionsprodukte ist
in Tabelle 1 dargestellt. Man erkennt, daß bereits nach
30 kurzer Laufzeit der Umsatz nachläßt und das Produktgas
größere Mengen Dimethylether aufweist. Reaktor 2 ist ein
adiabatischer Reaktor, der mit 30 g Borsilikatzeolithen

vom Pentasil-Typ beschickt ist. Das $\text{SiO}_2/\text{B}_2\text{O}_3$ -Molverhältnis im Zeolithen beträgt 34. Dieser Katalysator liegt in Form von 3-mm-Strängen vor (Bindemittel Al_2O_3 , Gewichtsverhältnis Zeolith: Bindemittel = 60 : 40).

5

Der aus dem ersten Reaktor austretende Produktstrom wird auf 500°C aufgeheizt und in den 2. Reaktor eingeleitet. Die Zusammensetzung der erhaltenen Produkte ist in Tabelle 1 dargestellt.

10

Man erkennt, daß der Umsatz an Methanol und Dimethylether 100 % beträgt und der Produktstrom einen erhöhten Olefinanteil aufweist. Die Selektivität zu Ethylen ist größer 20 Gew.-%, bezogen auf das eingesetzte CH_2 .

15

Beispiel 2

Der erste Reaktor besteht aus einem Etagenreaktor mit 4 Katalysatorzonen. Die Zonen enthalten je 7 g eines Zeolithen vom Pentasiltyp mit einem $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$ -Molverhältnis von 40 in Form von 3 mm-Pillen. Die Gaseingangstemperatur in die einzelnen Reaktionszonen beträgt einheitlich 300°C . Die Beschickung ist Rohmethanol (83 % Methanol), die Belastung beträgt 10 g $\text{CH}_3\text{OH}/\text{g Zeolith/h}$. Die Umsetzung wird 1.2 bar durchgeführt.

25

Der Produktstrom wird auf 500°C aufgeheizt und in einen 2. Reaktor geleitet. Der 2. Reaktor ist mit 30 g eines Borsilikatzeolithen vom Pentasil-Typ beschickt. Das $\text{SiO}_2/\text{B}_2\text{O}_3$ -Molverhältnis im Zeolithen beträgt 34. Dieser Katalysator liegt in Form von 3 mm Strängen vor.

30

35

BASF Aktiengesellschaft

- g -

O.Z. 0050/35785

- M -

Aus Tabelle 1 ist die Ethen- und Propan- ausbeute zu ersehen. Es ist zu erkennen, daß der Anteil an C_2-C_3 Olefinen beim Durchgang durch den 2. Reaktor steigt und der Anteil an flüssigen Kohlenwasserstoffen abnimmt.

5

Beispiel 3

Der erste Reaktor ist ein Wirbelreaktor gefüllt mit 75 g eines Katalysators auf der Grundlage eines Aluminosilikatzeolithen des Pentasiltyps mit einem SiO_2/Al_2O_3 -Molverhältnis von 40. Der Katalysator wurde mit Al_2O_3 konfektioniert und die Kornfraktion von 0,1 bis 0,5 mm benutzt. Die Betttemperatur betrug 270 bis 300°C. Die Reaktionslösung ist Rohmethanol (83 % Methanol), die Belastung bezogen auf den Aluminosilikatzeolithen betrug $3,5 h^{-1}$. Die Umsetzung wird bei 1,1 bar durchgeführt.

Die Zusammensetzung der erhaltenen Reaktionsprodukte ist in Tabelle 2, Spalte 2 dargestellt. Man erkennt, daß der Umsatz unvollständig ist. Der Produktstrom aus Reaktor 1 wird aufgeheizt auf 500 bis 560°C in einen zweiten Wirbelreaktor eingeleitet.

Der zweite Wirbelreaktor ist mit 60 g eines Borosilikatzeolithen des Pentasiltyps beschickt. Das SiO_2/B_2O_3 -Molverhältnis beträgt 40. Der Zeolith wurde mit Al_2O_3 konfektioniert. Die Kornfraktion lag zwischen 0,1 bis 0,5 mm. Die Zusammensetzung der erhaltenen Produkte ist in Tabelle 2, Spalte 4 und 5 zu ersehen.

In Tabelle 2, Spalte 3 ist das Produktspektrum abgebildet, das der Katalysator im 2. Wirbelbett unter den erfindungsgemäßen Bedingungen mit Rohmethanol liefert. Man erkennt, daß der Umsatz von Methanol und Dimethylether 100 % be-

35

BASF Aktiengesellschaft

- 10 -

O.Z. 0050/35785

- 12 -

trägt und der Produktstrom einen erhöhten Olefinanteil aufweist. Die Selektivität zu Ethen beträgt größer als 20 % m/m bezogen auf das eingesetzte CH_2 .

- 5 Durch geeignete Temperaturführung können mit dieser Kombination auch selektiv flüssige Kohlenwasserstoffe hergestellt werden wie in Tabelle 2, Spalte 6 zu erkennen ist.

10

15

20

25

30

35

3209223

3209223

BASF Aktiengesellschaft

- 11 -

O.Z. 0050/35785

- 13 -

5

10

15

20

25

30

35

Tabelle 1

Katalysator	Alumosilikat- zeolith	Stufe 1: Alumosilikat- zeolith Stufe 2: Borosilikat- zeolith	Alumosilikat- zeolith	Stufe 1: Alumosilikat- zeolith Stufe 2: Borosilikat- zeolith
Methanol:	50	50	83	83
Belastung (h^{-1})	8	8	10	10
Eingang- temp. [$^{\circ}C$]	330	330/500	300	300/500
Selektivi- tät (% m/m) bezogen auf eingesetztes CH_2				
Ethen	23	25	34	22
Propen	17	24	16	38
$\Sigma C_4 +$	20	20	30	15
ΣC_5	36	16		15
Laufzeit [h]	3	10	5	8
Umsatz	100%	100 %	100 %	100 %

Tabelle 2

Katalysator	Alumo- silikat- katalysator	Alumo- silikat- katalysator	Boro- silikat- katalysator	R 1 Alumosilikatzeolith R 2 Borosilikatzeolith	
Methanol	83	83	83	83	83
Belastung (h^{-1})	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5
Eingangstemp. ($^{\circ}C$):	400	270-300 erf. Bed.	500	300/500	350/460
CH_4	1,8	1,0	1,4	1,0	1,0
Ethen	16,9	24,0	9,0	21,0	7,0
Ethan	0,5	0,2	0,2	-	-
Propen	15,1	17,0	28,0	26,0	8,0
Propan	11,2	3,5	4,0	5,0	11,0
C_4	28,3	11,0	20,5	17,0	24,0
C_5^+ Gas	14,3	11,0	12,0	14,0	13,0
Σ	11,5	4,0	24,5	16,0	36,0
Umsatz :	100 %	50-70 %	100 %	100 %	100 %

THIS PAGE BLANK (USPTO)